

МИНОБРНАУКИ РОССИИ

Федеральное государственное бюджетное образовательное  
учреждение высшего образования  
«САРАТОВСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ  
ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ Н.Г. ЧЕРНЫШЕВСКОГО»

Кафедра нефтехимии и техногенной безопасности  
**Оценка мощности реакторного блока установки  
каталитического риформинга ЛЧ-35-11/600**

АВТОРЕФЕРАТ БАКАЛАВРСКОЙ РАБОТЫ

студентки 4 курса 431 группы

направления 18.03.01 «Химическая технология»

---

Института химии

---

Ильичева Ильи Вячеславовича

---

Научный руководитель

профессор, д.х.н.

должность, уч. ст., уч. зв.

\_\_\_\_\_

подпись, дата

Р.И. Кузьмина

инициалы, фамилия

Заведующий кафедрой

профессор, д.х.н.

должность, уч. ст., уч. зв.

\_\_\_\_\_

подпись, дата

Р.И. Кузьмина

инициалы, фамилия

Саратов 2022

## **ВВЕДЕНИЕ**

В нефтеперерабатывающей промышленности производство бензинов считается одним из главных процессов, что в значительной степени определяет развитие этой отрасли. Основным видом горючего для современных двигателей является бензин. Главной целью в производстве бензинов – это улучшение основных эксплуатационных свойств топлива, а именно, детонационную стойкость бензина, которое оценивается октановым числом. Для этого и предназначен один из основных процессов нефтепереработки- каталитический риформинг.

Процесс каталитического риформинга является важным технологическим процессом в современной нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. Он предназначен для производства высокооктановых компонентов автомобильных бензинов и для производства легких ароматических углеводородов – бензола, толуола и ксилолов.

Также важным продуктом процесса риформинга является водородсодержащий газ с высоким содержанием водорода, который используется для гидроочистки широкого ассортимента нефтяных фракций, а также для процесса гидрокрекинга тяжелых нефтяных фракций и других процессов.[1]

Во всем мире происходит постоянный рост потребления высокооктановых автомобильных бензинов. И поэтому перед нефтепереработчиками стоит серьезная задача по оптимизации процесса каталитического риформинга бензина с целью увеличения ресурсов высокооктанового риформата. Эта проблема очень актуальна в России, где доля риформатов в общем объеме бензинового фонда превышает 50%.

Каталитический риформинг в свою очередь предоставил возможность нефтепереработке решить три важные задачи:

- Привлечение низкокачественных, в первую очередь, прямогонных бензиновых фракций для производства высокооктановых бензинов;

- Способствовал организации на базе нефтяного сырья многотоннажное производство индивидуальных ароматических углеводородов, которые пригодны для применения в промышленности органического синтеза;

- Позволил использовать избыточный водородсодержащий газ риформинга для гидрогенизационных процессов очистки других нефтепродуктов, развитие которых в свое время сдерживалось высокой стоимостью производства водорода.

Каталитический риформинг является в настоящее время самым распространенным методом каталитического облагораживания прямогонных бензинов.

Установки риформинга имеются практически на всех отечественных и зарубежных нефтеперерабатывающих заводах.

Цель работы: расчет запаса мощности на установке каталитического риформинга с годовой мощностью 600 тыс. тонн в год до 630 тыс. тонн в год.

### **1.1 Общая характеристика процесса каталитического риформинга**

Каталитический риформинг – это процесс промышленной переработки лигроиновых и бензиновых фракций нефти с целью получения ароматических углеводородов и высококачественных бензинов.

Первые каталитические установки появились в сороковых годах и предназначались для облагораживания прямогонных бензиновых и лигроиновых фракций. Разработка и освоение в последующие годы способствовали изменению в технологии переработки углеводородного сырья и увеличению ассортимента получаемых продуктов.

Каталитический риформинг является неотъемлемым элементом любого нефтеперерабатывающего завода. Основным назначением данного процесса является получение высокооктанового компонента автомобильного топлива из прямогонных низкооктановых бензиновых фракций за счет их ароматизации. В процессе риформинга получается 80-85 % бензина реформата с октановым числом 80-90, исследуя по моторному методу. Еще одним стимулом к развитию риформинга является потребность химической

промышленности в ароматических углеводородах - толуоле, бензоле, этилбензоле и ксилолах.

Отличительной особенностью этого технологического процесса является то, что он протекает в среде водородсодержащего газа при высоких температурах, сравнительно низких давлениях и с применением специальных высокоактивных катализаторов. При этом образуется избыточное количество водорода, которое выводится из системы в виде водородсодержащего газа (в нем содержится до 85% об.водорода). Этот водород в 10-15 раз дешевле водорода, который получают на специальных установках. Непрерывность получения водорода следует отнести к дополнительным плюсам процесса, так как позволяет сочетать этот процесс с гидроочисткой или с другими процессами, являющимися потребителями водорода. [2]

В качестве сырья каталитического риформинга используют бензиновые фракции 62-180°C (иногда и выше); при этом для получения компонентов высокооктановых бензинов чаще используют фракции 85-180°C, соответствующая углеводородам C7 -C10., а для получения ароматических углеводородов - более узкие (62-85° С - для получения бензола, 62-105°C - бензола и толуола, 105-140°C - ксилолов). При производстве ароматических углеводородов из широкой фракции 62-180°C из риформата выделяют бензол и толуол, а к остатку добавляют головную фракцию (н. к. - 62° С) и высокооктановые добавки. Однако, в этом случае исключается возможность получения ксилолов из всего сырья, подвергнутого такой переработке.[3]

На показатели работы установок каталитического риформинга особенно влияет фракционный и химический состав сырья. Выход бензина и водорода при риформинге возрастает по мере утяжеления перерабатываемой фракции. Октановое число риформата при равном выходе тем выше, чем тяжелее сырье по фракционному составу. В свою очередь, снижение температуры начала кипения сырья со 105°C до 85°C приводит к уменьшению выхода бензина на 3%, а до 60°C - почти на 4%. В

результате происходит выход риформата с октановым числом 95, что приблизительно на 7% меньше при риформинге фракции 60°-180° С, чем фракции 105°-180°С.

Таким образом, для получения высокооктанового риформата и водорода с максимальным выходом каталитическому риформингу лучше подвергать более тяжелое сырье. Риформинг на более тяжелом сырье особенно выгоден, если низкокипящие фракции используют в качестве сырья для получения индивидуальных ароматических углеводородов. [4]

На результаты риформинга также большое влияние оказывает углеводородный состав сырья. При переработке сырья с большим содержанием нафтеновых углеводородов ароматические углеводороды образуются почти целиком вследствие их дегидрирования.

## **1.2 Химизм процесса каталитического риформинга**

Каталитический риформинг - сложный химический процесс, включающий разнообразные реакции, которые позволяют преобразовать углеводородный состав бензиновых фракций и значительно улучшить их антидетонационные свойства.[5]

В основу риформинга входит три типа реакций, которые приводят к образованию ароматических углеводородов.

- Ароматизация исходного сырья путем дегидрирования шестичленных нафтенов, дегидроизомеризации пятичленных нафтенов, ароматизации (дегидроциклизация) парафинов.

- Изомеризация углеводородов.

- Гидрокрекинг.

Процесс проходит при повышенной температуре (500°С), под давлением водорода на бифункциональном катализаторе, который сочетает кислотную и гидрирующе-дегидрирующую функции. [6]

## **1.3 Катализаторы каталитического риформинга**

В процессе каталитического риформинга применяют катализаторы, которые должны выполнять две основные функции: дегидрирующую-гидрирующую и кислотную.

В качестве катализаторов для проведения риформинга используют монометаллические, биметаллические и полиметаллические катализаторы на основе платины, активированной добавками рения, иридия, олова, галлия, германия и др., тонко диспергированных на носителе – оксиде алюминия. Срок службы таких катализаторов 6 – 7 лет.

Такие катализаторы представляют собой небольшие кристаллы платины или платиновых сплавов, нанесенные на пористый промотированный оксид алюминия. Они считаются бифункциональными, поскольку активную роль играют как металлический, так и оксидный компоненты.

Отечественные катализаторы представляют собой оксид алюминия, промотированный фтором или хлором, с равномерно распределенными по всему объему таблеток платиной (катализаторы серии АП) или платиной и металлическими промоторами (катализаторы серии КР). Для подавления реакции гидронолиза эти катализаторы осерняются уже при изготовлении. [7]

Платина на катализаторе риформинга замедляет образование кокса на поверхности катализатора.

В монометаллических алюмоплатиновых катализаторах содержание платины составляет 0,3-0,8 % масс. [8]

В настоящее время при риформинге применяются биметаллические и полиметаллические катализаторы, обладающие повышенной активностью, селективностью и стабильностью. [9]

#### **1.4 Описание технологической схемы установки каталитического риформинга**

В качестве сырья для каталитического риформинга обычно используют бензиновые фракции первичной перегонки нефти. В сырье риформинга могут вовлекаться после глубокой очистки бензины вторичных процессов (термического крекинга, коксования, каталитического и гидрокрекинга).

Фракционный состав сырья риформинга зависит от назначения процесса. Если целью процесса является получение аренов (бензола, толуола, ксилолов), то используют фракции, содержащие углеводороды  $C_6$  (62-85°C),  $C_7$  (85-105°C) и  $C_8$  (105-140°C).[10]

Если процесс проводят с целью получения высокооктанового бензина, то сырьем служит фракция 85-180°C, соответствующая углеводородам  $C_7$ - $C_9$ .

Основными продуктами риформинга являются водородсодержащий газ и жидкая фракция (рифформат). Водород используют частично для восполнения потерь циркулирующего водородсодержащего газа. Большую часть водорода направляют на установки гидрокрекинга и гидроочистки нефтепродуктов. Объемный выход технического водорода с содержанием 90% в процессе риформинга на платинорениевом катализаторе составляет 13-25%. Из водородсодержащего газа при стабилизации выделяют сухой ( $C_1$ - $C_2$  или  $C_1$ - $C_3$ ) и сжиженный газы ( $C_3$ - $C_4$ ). [11]

Рифформат используют как высокооктановый компонент автомобильных бензинов (октановое число 85 по моторному методу или 95 по исследовательскому) или направляют на выделение аренов.[12] Бензин каталитического риформинга содержит 50-70% аренов, около 30% н- и изоалканов, 10-15% циклоалканов и 2% непредельных соединений. Из бензинов каталитического риформинга можно выделить индивидуальные арены. Деароматизированную часть катализаторов - рафинаты - используют как компонент бензина и сырье пиролиза, а также для получения легких парафиновых растворителей. Наибольшее значение в качестве нефтехимических продуктов и аренов приобрели бензол, о- и п-ксилолы. Для разделения аренов, а также для превращения рифформатов в наиболее ценные продукты созданы комплексы производства.[5]



I – гидроочищенное сырье; II – водородсодержащий газ (ВСГ); III – стабильный катализат; IV – сухой газ; V – головная фракция

Сырье I, предварительное гидроочищенное и осушенное смешивают с водородсодержащим газом (ВСГ) II, затем подогревают в теплообменнике T1, а затем в секции печи П1 и впоследствии подают в реактор P1. На установке имеются три – четыре адиабатических реактора P1 и соответствующее тому число секций многокамерной печи П1 для межступенчатого подогрева реакционной смеси. На выходе из последнего реактора смесь охлаждают в теплообменнике T2 и холодильнике T3 до температуры 20 ... 40 °C и направляют в сепаратор высокого давления С1 для отделения циркулирующего ВСГ от катализата.

Часть водородсодержащий газ после осушки цеолитами в реакторе P4 подают на прием циркуляционного компрессора К, а избыток II выводят на блокпредварительной гидроочистки бензина и передают другим потребителям водорода. Нестабильный катализат из С1 подают в сепаратор низкого давления С2, где от него отделяют легкие углеводороды. Выделившиеся в сепараторе С2 газовую и жидкие фазы направляют во фракционирующий абсорбер К1, абсорбентом в котором служит стабильный катализат (бензин). Низ абсорбера подогревают горячей струей через печь П2. В абсорбере при давлении 1,4 МПа и температуре внизу 165 °C и сверху 40 °C отделяют сухой газ IV. Нестабильный катализат, выводимый с низа колонны К1, после подогрева в теплообменнике T3, подают в колонну стабилизации К2. Тепло в колонну К2 подают циркуляцией и подогревом в печи П2 части стабильного катализата. Паровую часть с верха колонны после конденсации и охлаждения в конденсаторе T4, направляют в приемник С3, откуда частично возвращается на орошение колонны К2, а избыток выводят из установки в качестве головной фракции V. Часть стабильного катализата с куба колонны К2 после охлаждения в теплообменнике T5, подают в качестве свежего абсорбента на верх фракционирующего абсорбера К1, а балансовый

избыток выводят с установи как стабильный катализат III, представляющий собой целевой продукт риформинга – стабильный бензин с повышенным ОЧ. [13,15]

## 2 СПЕЦИАЛЬНАЯ ЧАСТЬ

Таблица 3. Фракционный состав исходной нефти.

Относительная плотность $\rho^{293}_{277}$	Фракционный состав					Углеводородный состав, масс. %		
	н. к.	10 %	50 %	90 %	к. к.	Аромат.	Нафт. ен.	Параф. ин.
0,750	37	38	39	42	45	12,6	28,9	58,5
	3	0	8	8	3			

Таблица 4. Состав циркулирующего газа.

Компонент	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>
Содержание, об. %	76,6	9,8	6,3	4,8	2,1	0,2

Таблица 5. Расчет молекулярных масс углеводородов.

Углеводороды	Формула углеводорода	Формула для расчета молекулярной массы по углеродному числу
Ароматические	C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	M <sub>A</sub> = 12 <sub>n</sub> + 1(2 <sub>n</sub> -6) = 14 <sub>n-6</sub>
Нафтеновые	C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub>	M <sub>H</sub> = (12 <sub>n</sub> + 1) • 2 <sub>n</sub> = 14 <sub>n</sub>
Парафиновые	C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	M <sub>П</sub> = 12 <sub>n</sub> + 1(2 <sub>n</sub> + 2) = 14 <sub>n+2</sub>

Таблица 6. Состав сырья.

Компоненты	Молекулярная масса $M_i$	Содержание в сырье	
		$y_i$ массовые доли	$y'_i = y_i (M_c / M_i)$ мольные доли
$C_nH_{2n-6}$	107,4	0,125	0,125
$C_nH_{2n}$	113,4	0,288	0,290
$C_nH_{2n+2}$	115,4	0,584	0,585
Сумма	—	1,000	1,000

Таблица 7. Количество сырья.

Компоненты	Мольная доля	Количество $n_{cli} = n_{c'y_{cli}}$ кмоль/ч
$C_nH_{2n-6}$	0,125	81,075
$C_nH_{2n}$	0,290	188,094
$C_nH_{2n+2}$	0,585	379,431
Сумма	1,000	648,6

Таблица 8. Состав циркулирующего газа

Компонент ы	Молекулярна я масса $M_i$	Содержание $y'_{Гi}$ мольные доли	$M_i y'_{Гi}$	Количество $n_{Гi} = n'_{Гi} y'_{Гi}$ кмоль/ч
$H_2$	2	0,766	1,532	5057,2
$CH_4$	16	0,098	1,568	647,0
$C_2H_6$	30	0,065	1,95	429,13
$C_3H_8$	44	0,048	2,112	316,9
$C_4H_{10}$	58	0,021	1,218	138,64
$C_5H_{12}$	72	0,002	0,144	13,2
Сумма	—	1,00	$M_{Г} = 8,46$	6602,1

Таблица 9. Парциальные давления водорода и сырья.

Компоненты	Количество $n_{zi}$ кмоль/ч	Содержание $y'_{zi} = n_{zi} / \sum n_{zi}$ мольные доли	Парциальное давление $p_i = \pi y'_{zi} = 2.5 \cdot 10^6$ $y'_{zi}$ Па
$C_n H_{2n-6}$	81,075	0,0112	27960,27
$C_n H_{2n}$	188,094	0,0258	64420,47
$C_n H_{2n+2}$	379,431	0,0523	130854,08
$H_2$	5057,2	0,6976	1744002,12
$C_n H_{2n+2}^*$	1544,9	0,213	532763,05
Сумма	7250,7	1,0000	2500000

Таблица 10. Количество катализатора в реакторах.

Номер реактора	Количество катализатора	
	$V_{ki}, M^3$	$G_{ki}, кг$
1	9,4	6110
2	18,77	12200,5
3	37,55	24407,5
Сумма	65,72	42718

## 2.1 Материальный баланс первого реактора

Количество компонентов, вступивших в реакцию, кмоль/ч	Количество продуктов реакции, кмоль/ч
---	---------------------------------------

94,314 C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub>	94,314 C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub> + 94,314 • 3H <sub>2</sub>
0,48 C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	0,48 C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub> + 0,49 H <sub>2</sub>
3,14 C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub> + 3,2 n/3 H <sub>2</sub>	3,14 n/15(CH <sub>4</sub> + C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> + C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> + C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> + C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )
6,39 C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub> + (3n-3)/3 H <sub>2</sub>	6,39 n/15(CH <sub>4</sub> + C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> + C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> + C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> + C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )

Таблица 12. Состав газа покидающего реактор

Компонент	Приход, кмоль/ч	Расход, кмоль/ч
C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	81,075	81,075 + 94,314 = 175,39
C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub>	188,094	188,094 - 94,314 - 3,14 = 90,64
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	379,431	379,431 - 6,39 = 373,041
Сумма	648,6	639,071
Циркулирующий газ		
H <sub>2</sub>	5057,2	5057,2 + (94,314 • 3) - 3,14 • (8,1/3) - 6,39 • (8,1 - 3/3) = 5218,47
CH <sub>4</sub>	647,0	647 + 3,31 = 650,31
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	429,13	429,13 + 3,31 = 432,44
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	316,9	316,9 + 3,31 = 320,21
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	138,64	138,64 + 3,31 = 141,95
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	13,2	13,2 + 3,31 = 16,51
Сумма	6602,1	6779,9
Всего	7250,7	7418,97

Таблица 13. Средняя молекулярная масса водородсодержащего газа.

Компоненты	Молекулярная масса $M_i$	Количество $n_i$ , кмоль/ч	Содержание $y'_{Гли} = \frac{n_i}{\sum n_i}$ мольные доли	$M_i y'_{Гли}$
H <sub>2</sub>	2	5218,47	0,77	1,54
CH <sub>4</sub>	16	650,31	0,095	1,52
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	432,44	0,063	1,89
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	320,21	0,047	2,05
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	141,95	0,02	1,20
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	16,51	0,002	0,17
Сумма	—	6779,9	1	8,39

Таблица 14. Материальный баланс первого реактора.

Компоненты	$n_i$ , кмоль/ч	$y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$ мольные доли	Молекулярная масса $M_i$	$G_i = n_i M_i$ , кг/ч
<b>Приход</b>				
C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	81,075	0,011	107,4	8707,45
C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub>	188,094	0,025	113,4	21329,86
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	379,431	0,052	115,4	43786,33
H <sub>2</sub>	5057,2	0,698		43188,5
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub> *	1544,9	0,213	8,54	13193,45
Сумма	7250,7	1,0000	—	130205,56
<b>Расход</b>				
C <sub>n</sub> H <sub>2n-6</sub>	175,39	0,02	108	18942,12
C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub>	90,64	0,01	114	10332,96
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	373,041	0,04	116	43272,75
H <sub>2</sub>	5218,47	0,65		43782,96
C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub> *	2200,5	0,27	8,39	18462,2

Сумма	8058,04	1,0000	—	128825
-------	---------	--------	---	--------

## 2.2 Тепловой баланс первого реактора

Таблица 15. Относительная плотность углеводородов.

Углеводороды	Относительная плотность $\rho_{28}^{28}$	
	На входе в реактор	На выходе из реактора
Ароматическое	0,729	0,720
Нафтеновые	0,741	0,7324
Парафиновые	0,744	0,736

Таблица 16. Расчет энтальпии питающей смеси.

Компоненты	Молекулярная масса $M_i$	Количество $n_i$ кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$ мольные доли	$M_i y'_i$	Содержание, массовые доли $y_i = \frac{M_i y'_i}{M_{см}}$	Энтальпия кДж/кг $q_{Ti}^r$	Энтальпия кДж/кг $q_{Ti}^r y_i$
H <sub>2</sub>	2	5057,2	0,69	1,39	0,0778	7255	564,6
CH <sub>4</sub>	16	647	0,09	1,43	0,079	1495	119,08
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	429,13	0,06	1,74	0,096	1323	131,1
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	316,9	0,04	1,92	0,1072	1294	133,8
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	138,64	0,02	1,11	0,0619	1289	79,76
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72	13,2	0,002	0,1	0,00733	1282	9,38

				3			
$C_nH_{2n-6}$	107,4	81,075	0,011	1,20	0,0670	1600	107,20
$C_nH_{2n}$	113,4	188,094	0,026	2,92	0,1630	1594	259,83
$C_nH_{2n+2}$	115,4	379,431	0,052	6,04	0,3369	1592	536,42
Сумма		7250,7	1	17,92	1	—	1946,1

Тепловой эффект реакции:  $q_p = - 335b$

Таблица 17. Тепловой баланс реактора.

Потоки	Температура, К	Количество, кг/ч	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
<b>Приход</b>				
$Q_1$	$T_{вх1}$	130205,56	1946,2	$70,39 \cdot 10^3$
<b>Расход</b>				
$Q_2$	—	—	144,05	$2,958 \cdot 10^{3*}$
$Q_3$	$T_{вых1}$	130205,56	$q_{T_{вых1}}^r = 1844,94$	$66,7282 \cdot 10^3$
$Q_4$	Принимается	Принимается	—	703,9

\*- из расчета на 73943,6 кг/ч

Таблица 18. Состав газа, покидающего реактор.

Компоненты	Молекулярная масса $M_i$	Количество $n_i$ кмоль/ч	Содержание $y'_i = n_i / \sum n_i$ Мольные доли	$M_i y'_i$	$y_i = M_i y'_i / M_{cm}$
$H_2$	2	5218,47	0,77	1,5	0,08
$CH_4$	16	650,31	0,09	1,5	0,09
$C_2H_6$	30	432,44	0,06	1,9	0,11
$C_3H_8$	44	320,21	0,05	2	0,12
$C_4H_{10}$	58	141,95	0,02	1,2	0,07

$C_5H_{12}$	72	16,51	0,002	0,2	0,01
$C_nH_{2n-6}$	108	175,39	0,02	2,3	0,13
$C_nH_{2n}$	114	90,64	0,01	1,2	0,07
$C_nH_{2n+2}$	116	373,041	0,04	5,3	0,3

### 2.3 Гидравлическое сопротивление и основные размеры первого реактора

Примем диаметр реактора  $D_{p1}=2$  м, диаметр сетки  $D_c = 0,5$  м. Высоту сетки вычислим по формуле:  $H_c = H_{сл} - 0,4$

где  $H_{сл}$  - высота слоя катализатора в реакторе, м.

Высота слоя катализатора в стакане:

$$H_{сл} = v_{kl} / F$$

где  $F$  - площадь кольцевого сечения между стаканами,  $m^2$ .

Величину  $F$  найдем следующим образом,  $m^2$ :

$$F = \pi((D_{p1} - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02)^2 - D_c^2) / 4 = 3,14((2 - 3 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02)^2 - 0,5^2) / 4 = 2,6 \text{ м}^2$$

$$\text{Тогда } H_{сл} = 9,4 / 2,6 = 3,65 \text{ м}$$

$$H_c = 3,65 - 0,4 = 3,25 \text{ м}$$

а площадь сетки у трубы:

$$F_c = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 3,25 = 5,1 \text{ м}^2$$

Подставив числовые значения величин в формулу для расчета скорости фильтрации, получим:  $\omega = 4,96 / 5,1 = 0,97 \text{ м/с}$

$$[\Delta p_{сл}] / H_{сл} = 2667,2 \text{ Па/м}$$

Потеря напора в слое катализатора:

$$\Delta p_{сл} = 2667,2 \cdot 3,65 = 9735 \text{ Па}$$

Полученная величина  $\Delta p_{сл} = 9735 \text{ Па}$  не превышает  $[\Delta p_{сл}] = 263333 \text{ Па}$

$$\text{Высота реактора } H = D + H_{сл} = 3,65 + 2 = 5,65 \text{ м}$$

Полная высота реактора со штуцерами равна:

$$H_{П1} = H_{сл} + 0,2 + D_{p1} + 0,225 + 1,5 = 3,64 + 0,2 + 0,225 + 2 + 1,5 = 7,3 \text{ м}$$

## ВЫВОДЫ

1. Изучен процесс риформинга бензиновой фракции нефти (100-180 °С) на установке ЛЧ-35-11/600: химические реакции (гидрирование, дегидрирование, дегидроциклизация, лежащие в основе процесса и их механизмы протекания, катализаторы и параметры процесса.

2. Проведены расчеты материального и теплового баланса реакторного блока, включающего 3 реактора радиального типа. Рассчитано количество катализатора (42718 кг), проведена проверка гидравлического сопротивления, создаваемого катализатором, и определены основные размеры каскада реакторов установки мощностью 630 тыс. тонн/год.

3. Сравнительный анализ полученных расчетных данных размеров трех реакторов с действующими реакторами на установке ЛЧ-35-11/600 Саратовского НПЗ выявил запас в размерах 1 аппарата (аппарат Р-601 в технологической схеме), но размеры 2 и 3 реакторов превышают регламенты на 4 и 1 метр соответственно.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Ахметов С. А. Технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов. Уфа: Гилем, 2002. – 672 с.
2. Смидович Е.В. Технология переработки нефти и газа: Учебное пособие для вузов, издание четвертое. Москва: Альянс, 2011. - 384с.
3. Сулимов А.Д. Каталитический риформинг бензинов: новое в практике. Москва, 2013.
4. Хатамуллина, Д.Д. Современные принципы риформинга топлив // Нефтепереработка и нефтехимия. 2014. №11.-106 с.
5. Капустин В.М., Рудин М.Г., Кукес С.Г. Справочник нефтепереработчика. – М.: Химия, 2018. – 416 с.
6. Кравцов А.В. Математическое моделирование многокомпонентных химических процессов: учебное пособие / А.В. Кравцов, Н.В. Ушева, О.Е. Мойзес, А.Ф. Федоров; Томский политехнический университет – 2-е изд., – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2015. – 108 с.
7. Алиев Р.Р. Катализаторы и процессы переработки нефти. – Москва.: Химия, 2010. – 308 с.
8. Патент № 2471854 RU «Катализатор для риформинга и способ его приготовления» Красий Б.В., Козлова Е.Г., Сорокин И.И., Марышев В.Б., Осадченко А.И. Заявка: 2011150736/04 от 10.01.2013 Опубликовано: 10.01.2013 Бюл. № 1
9. Патент № 2289475 RU «Катализатор для риформинга бензиновых фракций и способ его приготовления» Белый А.С., УдрасИ.Е., Проскура А.Г., Дуплякин В.К. Заявка:2005125704/04 от 12.08.2005 Опубликовано: 20.12.2006 Бюл. № 35

10. Патент № 2259233 RU «Полиметаллический катализатор риформинга, содержащий платину и олово, его получение и свойства» МаАйзэн, ПаньЦзиньчэн, Ян Сэньнянь Заявка: 2003134543/04 от 24.04.2002  
Опубликовано: 27.08.2005 Бюл. № 24

11. Иванчина Э.Д., Шарова Е.С., Кокшаров А.Г., Фалеев С.А., Федюшин А.И., Оптимизация режимов работы катализаторов риформинга с использованием метода математического моделирования. //Нефтепереработка и нефтехимия. 2014. №10

12. Баннов П.Г. Процессы переработки нефти. Часть 1. – Москва.: ЦНИИТЭ-нефтехим, 2000. – 224 с.

13. Владимиров А. И. Установки каталитического риформинга. – М.: Нефть и газ, 1993. – 60 с.

14. Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. – М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2012. – 725 с.

15. Туманян Б.П., Петрухина Н.Н., Колесников И.М. Каталитический риформинг: технологические аспекты и расчет основного оборудования. – М.: Техника, 2012. - 176 с.